

1/5/1 (Item 1 from file: 351)
DIALOG(R) File 351:Derwent WPI
(c) 2001 Derwent Info Ltd. All rts. reserv.

003815581

WPI Acc No: 1983-811826/198345

XRAM Acc No: C83-109079

**Desulphurising and denitrating waste gas - by mixing with ammonia,
contacting with active carbon, adding ammonia to part of exhaust gas,
then contacting with active carbon once more**

Patent Assignee: SUMITOMO HEAVY IND LTD (SUMH)

Number of Countries: 001 Number of Patents: 001

Patent Family:

Patent No	Kind	Date	Applicat No	Kind	Date	Week
JP 58166922	A	19831003				198345 B

Priority Applications (No Type Date): JP 8250124 A 19820330

Patent Details:

Patent No	Kind	Lan Pg	Main IPC	Filing Notes
JP 58166922	A	8		

Abstract (Basic): JP 58166922 A

NH₃ gas is added to waste gas contg. NO_x and SO_x before introduction into a first reactor. The resulting gas is introduced into the first reactor, and contacted with active carbon to mainly desulphurise the gas and to secondarily denitrate it, the concn. of SO_x being reduced to below 300 ppm. Then NH₃ gas is added to one portion of the gas exhausted from the first reactor before introduction into a second reactor. The resulting gas is introduced into the second reactor, and contacted with active carbon to mainly denitrate the gas and to secondarily desulphurise it.

Waste gas at 110-180 deg.C contg. NO_x and SO_x is denitrated and desulphurised in the presence of NH₃ to obtain a purified gas contg. no NO_x and SO_x.

0/4

Title Terms: DESULPHURISE; DENITRATION; WASTE; GAS; MIX; AMMONIA; CONTACT; ACTIVE; CARBON; ADD; AMMONIA; PART; EXHAUST; GAS; CONTACT; ACTIVE; CARBON; MORE

Derwent Class: E36; J01

International Patent Class (Additional): B01D-053/34

File Segment: CPI

1/5/2 (Item 1 from file: 347)
DIALOG(R) File 347:JAPIO
(c) 2001 JPO & JAPIO. All rts. reserv.

01229522 **Image available**
DESULFURIZING AND DENITRATING METHOD

PUB. NO.: 58-166922 A]

PUBLISHED: October 03, 1983 (19831003)

INVENTOR(s): TANAKA HIROMI

IWAMURA SEIJI

APPLICANT(s): SUMITOMO HEAVY IND LTD [000210] (A Japanese Company or Corporation), JP (Japan)

APPL. NO.: 57-050124 [JP 8250124]

FILED: March 30, 1982 (19820330)

INTL CLASS: [3] B01D-053/34

JAPIO CLASS: 13.1 (INORGANIC CHEMISTRY -- Processing Operations); 32.1 (POLLUTION CONTROL -- Exhaust Disposal)

JAPIO KEYWORD: R037 (CHEMISTRY -- Exhaust Gas Denitration); R038 (CHEMISTRY -- Exhaust Gas Desulfurization)

JOURNAL: Section: C, Section No. 202, Vol. 07, No. 289, Pg. 18, December 23, 1983 (19831223)

ABSTRACT

PURPOSE: To desulfurize and denitrate waste gases containing sulfur oxide ($\text{SO}(\text{sub } x)$) and nitrogen oxide ($\text{NO}(\text{sub } x)$) by mixing ammonia with said waste gases, and using carbonaceous adsorbents at temperatures in a 110-180c.

CONSTITUTION: The 1st reaction column 1 and the 2nd reaction column 2 consisting of a moving bed system packed with carbonaceous particles such as active carbon are communicated. A by-pass piping is provided to the 2nd column and a piping for injection of ammonia is provided in the inlets of the 1st and the 2nd columns. Waste gases are increased in pressure with a pressure increasing fan 3, whereafter ammonia is injected therein to $\text{SO}(\text{sub } x)/\text{NH}(\text{sub } 3)=0/3-0.6$, more preferably 0.4-0.5 with respect to the inlet $\text{SO}(\text{sub } x)$, whereby mainly desulfurization is accomplished in contacting with the active carbon in the 1st reaction column. 800-1,000hr($\text{surf } -1$) may be selected for the 1st reaction column because the treatment therein is mainly the desulfurization for which the rate of desulfurization required is relatively low and 600-800hr($\text{surf } -1$) may be selected for the 2nd reaction column because the treatment is mainly desulfurization for which a relatively high rate of desulfurization is required.

⑨ 日本国特許庁 (JP)

⑩ 特許出願公開

⑫ 公開特許公報 (A)

昭58—166922

⑪ Int. Cl.³
B 01 D 53/34

識別記号
1 3 2

庁内整理番号
7404—4D

⑬ 公開 昭和58年(1983)10月 3 日

発明の数 1
審査請求 未請求

(全 8 頁)

⑭ 脱硫・脱硝方法

⑯ 特 願 昭57—50124

⑰ 出 願 昭57(1982) 3 月30日

⑱ 発 明 者 田中裕実
東京都千代田区大手町2丁目2
番1号住友重機械工業株式会社
内

⑲ 発 明 者 岩村征治
東京都千代田区大手町2丁目2
番1号住友重機械工業株式会社
内

⑳ 出 願 人 住友重機械工業株式会社
東京都千代田区大手町2丁目2
番1号

㉑ 復 代 理 人 弁理士 月村茂 外1名

明 細 書

1. 発明の名称

脱硫・脱硝方法

2. 特許請求の範囲

1. イオウ酸化物、窒素酸化物を含む温度110～180℃の排ガスにアンモニアガスを混入した後炭素質吸着剤を充てんする逆放された2箇の反応塔へ導いて排ガスの脱硫・脱硝を行う方法において、アンモニアを混入した副記排ガスを第1反応塔へ導き第1反応塔出口ガスのイオウ酸化物濃度が300 ppm以下になるように脱硫と付随的に脱硝を行い、次いで該第1反応塔出口ガスの全部又は一部をアンモニアガスの再注入後第2反応塔へ導き主として脱硝を付随的に脱硫を行うことを特徴とする脱硫・脱硝方法。
2. 第1反応塔出口ガスのイオウ酸化物濃度を250 ppm以下とすることを特徴とする特許請求の範囲第1項記載の方法。
3. 第1反応塔出口ガスへのアンモニア注入量

が次式に基づいて決定されることを特徴とする特許請求の範囲第1項又は第2項記載の方法。

$$[\text{NH}_3] = K \cdot ([\text{NO}_x] \cdot \eta_{\text{NO}_x} + [\text{SO}_x] \cdot \eta_{\text{SO}_x})$$

ここで $[\text{NH}_3]$: 注入 NH_3 濃度 (ppm)

$[\text{NO}_x]$: 第2反応塔入口窒素酸化物濃度 (ppm)

$[\text{SO}_x]$: 第2反応塔入口イオウ酸化物濃度 (ppm)

η_{NO_x} : 第2反応塔の脱硝率 (—)

η_{SO_x} : 第2反応塔脱硫率 (—)

K: 定 数 ($K=0.9 \sim 1.1$)

3. 発明の詳細な説明

本発明は、イオウ酸化物 (SO_x) と窒素酸化物 (NO_x) を含む排ガスにアンモニアを混入し、110～180℃の範囲の温度で炭素質吸着剤を用いて排ガスを脱硫・脱硝する方法の改良に関する。

排ガス中の SO_x と NO_x の両者を除去する方法としては、以下に示すような方法が提案されている。

- 1) 金属酸化物をベースとする触媒を用いて

- 300℃以上の高温で接触還元する方法及び湿式脱硫とを組合わせた脱硫・脱硝方法。
- 2) 炭素質吸着剤を用いて150℃以下の中低温で同時に脱硫・脱硝せしめる方法(特願昭50-28674、特願昭54-127693)。
- 3) 180~250℃の中高温で同時に脱硫・脱硝せしめる方法(特許第918953号)。
- 4) 150℃程度の温度で2段階処理し、前段で主として脱硫を行い、後段で主として脱硝を行わしめる方法(特願昭54-13735、特願昭55-14235)。

しかしながら、上記いずれの方法も性能面や経済面等で問題がある。

例えば、前記1)の方法は高価な触媒を必要とする欠点および副反応による SO_2 の SO_3 への酸化とリークアンモニアがエアヒーター等後段燃焼室内で反応し、アンモニウム塩を生成しエレメント等を閉そくさせる欠点、湿式脱硫装置が設置される場合排水中へ塩素分が溶入し、そのまま放流されると河川、湖沼および排水の塩素化と

なることから排水の脱塩処理が必須となる等コストアップとなる欠点があつた。

2)の方法は注入したアンモニアが共存する SO_2 と優先的に反応して硫酸塩となり、実用上30~40%程度の低い脱硝率しか得られない欠点がある。

又、3)の方法は、80%以上の高い脱硝率を得ることが可能であるが、一般的に180~250℃の温度は排ガスの処理の面で適切な温度範囲とは言えず、例えばこの温度領域で炭素質吸着剤を用いることは酸化による損失が大きく好ましくないばかりか、脱硝特性の低温依存性からこの温度領域で高い脱硝率を得ようとするれば脱硝性能の特に優れた高価な活性炭を用いる必要がある等の欠点があつた。

そこで、本発明者らは、脱硝率については満足し得るものの低脱硝率しか得られない原因を2)の方法について種々検討した結果、低温における脱硝率は入口 SO_2 濃度および NO_x 濃度の影響を大きく受けることが判明し、その関係は排

1図および第2図に示すとおりである。

本試験は合成排ガスにより活性炭14を充てんした固定床式反応塔を用いて行なわれ、ガス温度150℃、空間速度(BV)800 hr^{-1} にて第1図は NO 200 ppmでの結果を反応時間48hrにおける平均除去率として図横分によりまとめたものであり、第2図は SO_2 濃度250 ppmでの結果を同様によりまとめたものである。

この結果で非常に注目すべきことは、入口 SO_2 濃度が300 ppm以下では著しく高い脱硝率が得られ、また通常の触媒反応とは逆に入口 NO_x 濃度が低いほど高い脱硝率が得られる現象が見い出されたことである。

これは入口 SO_2 濃度が低い場合に高い脱硝効率が長時間持続することによるもので、活性炭の活性点が SO_2 に起因する吸着物または生成物によりおまわれる割合が少ないためによるものと推定される。

さらに活性の低下した活性炭は公知の方法による加熱再生により100%性能が回復するこ

とを確証している。

一方、4)の方法は比較的高い脱硝率が得られる方法であるが、特願昭54-13735に開示された方法は2段目の反応塔では前段の反応塔出口の比較的 SO_2 および NO_x 濃度の高い部分を処理することになり、必ずしも前記本発明者らが明らかにした脱硝条件を満足することにはならず、広範囲のガス条件で高い脱硝率を得ようとするればさらに第3、第4の反応塔で再処理することが必要となり、前記脱硝条件を満足させようとするれば前段のBVおよび/または活性炭の滞留時間を著しく低くする必要がある、不経済となる欠点があつた。

また特願昭55-14235に開示された方法は2段目入口 SO_2 濃度を低くすることを指向しているように思われるが、その濃度範囲について明示がなく、必ずしも300 ppm以下に限定するものではない。また前段におけるアンモニア注入は故意にさけている。この方式の問題点は前段にアンモニア注入がないことから、前段で

の脱硝効果は期待できず、入口 NO_x が高い場合は高い脱硝率が得られずまた得られたとしても後段の負担が重くなり、結果的に著しく低いSVおよび/または滞留時間を選択しなければならぬ欠点があつた。

さらにアンモニア注入の他の効果は特願昭54-102387及び特願昭54-143028等に開示されているように活性炭の脱塩性能および脱硝性能の改善、つまり活性炭のアンモニアによる賦活効果であり、アンモニア注入による用役炭の増加を十分に吸収して余りあると言えるが、前記方法は結果的にこの効果を十分に享受していないと言える。更に、この方法のもう一つの問題点は反応塔が2つとなるため両者を合わせた活性炭の移送量が従来法より大巾に増え、脱硝装置の負担が増加することである。

アンモニア注入による効果は前述した通りであるが、一方ではアンモニアリークの問題を解決する必要がある。通常比較的高い $80x$ 以下では過剰アンモニアは次式で示される反応で活

性炭上に吸着生成した硫酸に吸収



(※は活性炭に吸着された状態を示す。)

されリークはほとんどないが、低 $80x$ 下で高い脱硝率を得ようとすれば過剰分の吸収効果が十分期待できず、リークを生じやすい欠点があり、この面からの制約がある。リークは二次公害を防止する観点から 10 ppm 以下、好ましくは数 ppm 以下とすることが望ましい。

本発明は、以上の問題点を解決するためになされたもので、特に4)の方法を改良して脱塩・脱硝能力に優れ、かつ経済的にも有利な脱塩・脱硝方法を提供するものである。

即ち、本発明の脱塩・脱硝方法は、イオウ酸化物、硫酸酸化物を含む温度 $110 \sim 180^\circ\text{C}$ の排ガスにアンモニアガスを混入した後炭素質吸着剤を充てんする連設された2基の反応塔へ導いて排ガスの脱塩・脱硝を行う方法において、アンモニアを混入した前記排ガスを第1反応塔

へ導き第1反応塔出口ガスのイオウ酸化物濃度が 300 ppm 以下になるように脱塩と付随的に脱硝を行い、次いで前記第1反応塔出口ガスの全部又は一部をアンモニアガスの再注入後第2反応塔へ導き主として脱硝を付随的に脱塩を行うことを特徴とするものである。

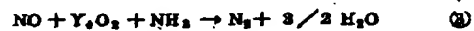
以下、第3図に示す実施例により詳細に説明すると、活性炭等の脱炭素質を充てんした移動床方式からなる第1反応塔1及び第2反応塔2を連設させ、第2反応塔にはバイパス配管が設けてあり、第1および第2反応塔入口にはアンモニア注入用の配管が設けられている。排ガスは昇圧ファン3により昇圧後入口 $80x$ に対して $80x/\text{NH}_3 = 0.3 \sim 0.6$ 好ましくは $0.4 \sim 0.5$ となるようにアンモニアが注入され、第1反応塔内の活性炭と接触して主に脱塩を行う。

但し、該反応塔出口 $80x$ 濃度は、前記説明を行った第1図の結果から 300 ppm 以下、好ましくは 250 ppm 以下となるようSV及び活性炭の滞留時間が選ばれる。

通常入口 $80x$ 濃度が $1,000 \text{ ppm}$ 程度の場合SVは $800 \sim 1,000 \text{ hr}^{-1}$ とする。この際付随的な脱硝は 30 多程度行なわれる。ついでこの処理済ガスはアンモニアを再注入後第2反応塔へ導入される。

SVは第1、第2反応塔を合わせた活性炭の所要量を出来るだけ少なくするため、高いSVを決定する必要があるが、第1反応塔は脱塩主体でしかも比較的低い脱硝率で良いことから $800 \sim 1,000 \text{ hr}^{-1}$ (常態基準、以下同じ)。第2反応塔は脱硝主体で比較的高い脱硝率が必然であることから $800 \sim 800 \text{ hr}^{-1}$ を決定すれば良い。

またアンモニア注入量はその主な反応式は副①、②式および次の③式



に従うと考えられる。実施例では活性炭層のガス入口側では③式、中間部では①式によるもの、出口部では H_2SO_4 が主として認められ、平均的には全体が①式によるものと見なして良い。また通常の排ガス中の NO_x は大部分 NO であり、

NO_xは少ないことが知られており、脱硝は④式による反応が主体と考えて差しつかえない。

したがって、アンモニアリークを抑えた場合の許容アンモニア注入量は化学量論的に④式および⑤式から求められる。アンモニア注入量が適正値より少なければリークはなくなるが脱硝率の低下があり、逆に多ければ脱硝率は増加するがリーク量が急激に上昇する傾向が認められる。実際的には次の④式から適正注入量が求められ、係数Kは通常0.9~1.1に選ばれ共存SO₂が比較的高い場合は上限に、低い場合は下限に選定する方がリークが少なくなる傾向がある。

$$[\text{NH}_3] = K \cdot ([\text{NO}_x] \cdot \eta_{\text{NO}_x} + [\text{SO}_2] \cdot \eta_{\text{SO}_2}) \quad (4)$$

ここに [NH₃] : 注入NH₃濃度 (ppm体積ベース)

[NO] : 第2段入口NO濃度 ()

[SO₂] : SO₂ ()

η_{NO_x} : 第2段の脱硝率 (%)

η_{SO_2} : SO₂ 脱除率 (%)

K : 定数 (K=0.9~1.1)

第2反応場では目標の脱硝率となるようSVをお

め、経済的かつ高い脱硝率および脱除率が得られるメリットがある。

なお、それほど高い脱硝率を望まない場合は、第2反応場に導入する排ガスを一部バイパスさせることにより希望のものを得ることができ、かつ第2反応場を小さくできるから経済的となる。また脱除率を所望のものに調整したい場合は副生品回収装置のオフガスを必要量第2の反応場出口にパーシし、残りを第1の反応場の入口ヘリサイクルすれば良い。通常副生品回収率の副生品への転化率は90~95%であり残りは脱硝場入口ヘリサイクル処理される。

その結果入口SO₂濃度は3~10%高くなるが、他の方法例えば専用のアールガス処理装置を置く場合に比して合理的であることから専らこの方式が採用されている。また副生品回収装置のオフガスの一部を系外にパーシすることは脱硝場入口SO₂濃度が減少するばかりか、系内で処理すべきSO₂量が減少するため活性炭等の用役炭、設備容量が減少しより経済性が向上す

特開昭58-166922(4)

る活性炭の滞留時間が選ばれる。通常SVは入口NO_x濃度が200~300 ppmでは600~800 hr⁻¹が選ばれる。この場合脱硝率は65~80%、脱除率はほぼ100%が得られる。したがって第1および第2反応場を合わせた総合効率は75~85%の脱硝率とほぼ100%の脱除率が得られる。

さらに第1および第2反応場から排出される活性炭は脱硝場4に導びき公知の方法で不活性ガス雰囲気下で400℃前後に加熱再生し、第1、第2反応場にそれぞれ送還される。この際回収されるSO₂濃縮ガスは副生品回収装置5で硫酸または単体イオウ等として回収することができる。

以上の説明により理解できるように本発明によれば、脱硝および後段における処理の合理的な分担および相乗効果により、広範囲ガス条件に対し、前段、後段の処理条件が比較的自由に選定でき、またこの種のプロセスとしては比較的高いSVと長い活性炭の滞留時間を選択できるた

るメリットがある。

さらにこの方法では通常オフガス中のSO₂濃度に比しNO_x濃度が著しく低いため脱硝率に影響を与えず脱除率のみ調節できるメリットがある。

第4図(NH₃添加ライン、副生品回収装置等は省略。)は第2反応場から排出される活性炭を全量、第1反応場に供給するようにした場合を示し、この方式でも本発明の目的は達成される。

この場合第1および第2反応場から排出された供給される活性炭量のバランスによつて、過剰分を脱硝場ヘバイパスしたり不足分を脱硝場から直接供給するようにしても良い。第2反応場で処理するSO₂量は少ないから、排出される活性炭のSO₂吸着量は第1反応場の脱硝レベルである100~150 mg/g活性炭に比べて著しく少なく通常30 mg/g程度であり、未だ十分なSO₂吸着余力を持ち、これを第1反応場に供給した場合、第1反応場における脱硝効率の低

下をまねくが、処置すべきNOx濃度が特に高くないかぎりその低下分は第2反応塔でおきることができる。

その結果第2反応塔での活性炭滞留時間は短くなるが、本方式のシリーズ初めにより脱離塔で処置すべき活性炭の量は大幅に少なくなり、第3図に示したパラレル方式に比べ活性炭の粉化による損失および脱離再生に必要な用役費および脱離装置設備費を減少させることができるメリットがある。

以上の実施例は移動床方式で説明したが、一般的には数地効率のよい直交流方式が適しており、また固定床方式とし多数のユニットを配管で切替る方式としても同じ効果が得られ、あるいは第1反応塔を移動床、第2塔を固定床の構成方式としても良い。

本発明で用いる炭素質脱離剤には公知の方法で作られる活性炭、半成コークス、活性チャーまたはそれらに銅、鉄、バナジウム等の金属酸化物を1種以上添加したものが含まれ、第1反

応塔内の滞留時間を48hr(移送量0.31 m^3/hr)に設定したところ、出口NOx濃度59ppm、SOx濃度0ppmとなり脱離率73.0%、脱離率100%が得られアンモニアリークは5ppmとなつた。したがって第1、2反応塔を合わせた総合脱離率は80.3%、脱離率は100%となり、また活性炭移送量は0.60 m^3/hr となる。この結果から明らかなように、比較的低い活性炭の滞留時間(移送量)で非常に卓越した脱離率及び脱離率が得られた。

実施例2

実施例1の装置において第2の移動床式反応塔から排出される活性炭を第1の移動床式反応塔に供給するようにし、実施例1と同一条件で排ガスを第1の反応塔に導入し、活性炭の該反応塔内の滞留時間を27.0hr(移送量0.37 m^3/hr)に設定したところ出口SOx濃度は25.0ppm、NOx濃度は256ppmとなり脱離率76.5%、脱離率14.5%が得られた。この処置済ガスにアンモニアを450ppm再混入後150℃の温

度で第2反応塔に充てんするものが異なつても良い。

なお、図中6はダンパーを示す。

次に、実施例により本発明の効果を明らかにする。

実施例1

1,060ppmのSOxと300ppmのNOxを含有する石炭灰ボイラ排ガスを10,000Nm³/hr取り出しアンモニアを550ppm混入後、145℃の温度で西強ペルケルタスフエアメント社製粒状活性炭を10 m^3 (BV1000hr⁻¹相当)充てんした第1の移動床式反応塔に導入した。

活性炭の該反応塔内の滞留時間を37hr(移送量0.29 m^3/hr)に設定したところ脱離率76.5%、脱離率27%が得られ、出口SOx濃度は249ppm、NOx濃度は219ppmとなつた。更に、この処置済ガスにアンモニアを400ppm再混入後150℃の温度で同一の粒状活性炭149 m^3 (BV670hr⁻¹相当)を充てんした第2の移動床式反応塔に導入した。活性炭の該反

度で第2の反応塔に導びいた。活性炭の第2の反応塔内での滞留時間を40hr(移送量0.37 m^3/hr)に設定したところ、出口NOx濃度は59ppm、SOx濃度0ppmとなり脱離率77.0%、脱離率100%が得られ、アンモニアリークは6ppmとなつた。

したがって第1、2反応塔を合わせた総合脱離率は80.3%、脱離率は100%となり、また活性炭移送量は0.37 m^3/hr となる。実施例1より更に低い活性炭移送量で卓越した脱離率及び脱離率が得られた。

実施例3

石炭灰ボイラ排ガスを145℃の温度で10 m^3 の活性炭を充てんした移動床反応塔に導びき、SOx濃度と空間速度(BV)と脱離率の関係を試験した。この場合、入口SOx濃度は反応塔出口ガスを入口にリサイクルして調整し、NOx濃度の不足分はNH₃を酸化して入口220ppmとなるよう、注入調整した。活性炭の滞留時間は48hrとし、アンモニア注入量は本文④式で決

められる濃度に調整したところ脱硝率について
下表に示す結果が得られた。

第 1 表

80x 濃度	SV[hr ⁻¹] 常温基準			
[ppm]	600	700	800	1,000
10 以下	99	—	77	—
250	84	69	58	—
500	60	—	31	—
1,050	32	—	25	21

(表中の脱硝率の単位は % である。)

これより、脱硝率と 80x 濃度及び SV との関係が
明らかとなり、特に、脱硝・脱硝を行うに際し
て 80x 濃度を低くする(300 ppm 以下)ほど
高い脱硝率が得られることが明らかとなつたこ
とは注目すべきである。

実施例 4

実施例 3 の装置において、入口ガス条件とア
ンモニア注入量とアンモニアリーク量の関係を
試験した。

第 2 表

項目	1	2	3	4	5	6
SV[hr ⁻¹]	800	800	800	800	600	600
入口 80x 濃度[ppm]	250	250	50	500	0	0
NOx 濃度[ppm]	200	200	200	200	300	300
NH ₃ 注入量[ppm]	450	360	165	600	290	265
脱硝率[%]	62	58	67	33	98	82
脱硝率[%]	100	100	100	98	—	—
NH ₃ リーク[ppm]	32	4	7	9	22	27
脱硝 NH ₃ 注入量[ppm]	384	330	190	554	297	246
脱硝 NH ₃ 注入比	1.20	0.98	1.0	1.08	0.99	1.08

注) $\text{NH}_3 = \text{NOx} \cdot [\text{NO}] + \text{NOx} \cdot [\text{SO}_2] \cdot \text{脱硝}[\text{NH}_3]$ とする。
脱硝率 = 脱硝 NH₃ 注入 / 脱硝 NH₃ とする。

入口ガス温度 145℃ で活性炭滞留時間 4.8
hr としたところ下表の結果が得られた。

(以下余白)

第 2 表の結果より、注入すべきアンモニア量
は脱硝 NH₃ 注入量を満足していればよいことが
明確となつた。又、テスト床 1 では NH₃ 注入量
が多いため NH₃ リーク量も多くなり、テスト
床 5 及び 6 では、80x が全く存在しないため、
アンモニアが活性炭に吸着されずアンモニアリ
ーク量が多かつた。

更に、テスト床 4 は NH₃ リーク量は満足し得
るものの、80x 濃度が高いため脱硝率は低かつ
た。

このように、脱硝・脱硝法における 80x 濃度
や NH₃ 注入量等が脱硝率及び脱硝率へ及ぼす影
響は非常に大きく、本願発明によつて初めて前
記知見に基づいて共に卓越した脱硝率及び脱硝
率が得られた。

4. 図面の簡単な説明

第 1 図は入口 80x 濃度と平均脱硝率との関係
を示し、第 2 図は入口 NO 濃度と平均脱硝率との
関係を示す。第 3 図及び第 4 図は本願発明の実
施の態様を示す。

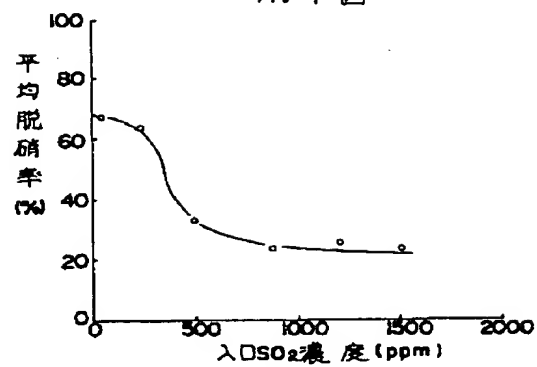
- 1 ... 第1反応塔 2 ... 第2反応塔
4 ... 脱離塔 5 ... 副生品回収装置

特許出願人 住友重機械工業株式会社

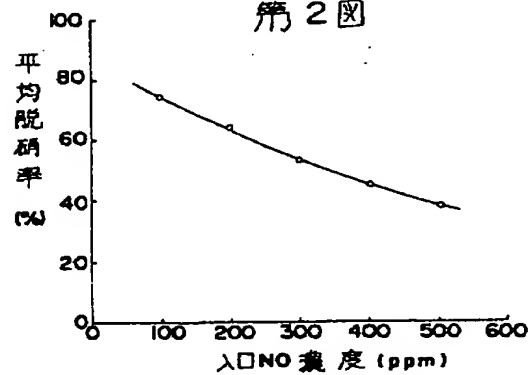
代理人 弁理士 月 村



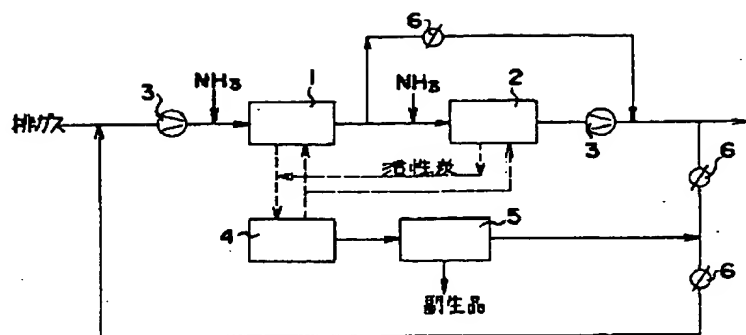
第1図



第2図



第3図



第4図

